



# CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

## Institutionen för kemi- och bioteknik

KURSNAMN	Grundläggande kemiteknik, KAA 145, KAA 146	<i>Med förslag till lösningar av beräkningsuppgifter</i>	
PROGRAM: namn åk / läsperiod	Civilingenjörsprogram kemiteknik Civilingenjörsprogram kemiteknik med fysik årskurs 2 läsperiod 3 & 4		
EXAMINATOR	Krister Ström		
TID FÖR TENTAMEN  LOKAL	Fredag 21 augusti 2009, kl 08.30-12.30  V-huset		
HJÄLPMEDEL	Valfri räknedosa/kalkylator med <b>tömt</b> minne. Egna anteckningar och kursmaterial är <b>ej</b> godkänt hjälpmedel. "Data och Diagram" av Sven-Erik Mörtstedt/Gunnar Hellsten "Tabeller och Diagram" av Gunnar Hellsten "Physics Handbook" av Carl Nordling/Jonny Österman "BETA $\beta$ " av Lennart Råde/Bertil Westergren Formelblad (vilket bifogats tentamenstesen)		
ANSV LÄRARE: namn  telnr  besöker tentamen	Derek Creaser 772 3023 ca. kl. 09.30	Krister Ström 772 5708 ca. kl. 10.30	Lennart Elmeroth 772 3015 ca. kl. 10.30
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås måndag 24 augusti på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast torsdag 10 september efter kl 12.00. Granskning tisdag 15 september samt torsdag 17 september kl. 12.30-13.00 i seminarierummet forskarhus II plan 2.		
ÖVRIG INFORM.	Tentamen består av teoriproblem till ca 40 % och resten beräkningsuppgifter. Nio uppgifter totalt på tentamen. Poäng på respektive uppgift finns noterat i tentamenstesen. För godkänd tentamen fordras 50% av tentamens totalpoäng. Till genomförd tentamens totalpoäng adderas bonuspoäng som erhållits inom ramen för kursens miniprojekt. Dessa tillgodoräknas endast vid de tentamenstillfällena under det år studenten är förstagångsregistrerad på kursen. Samtliga diagram och bilagor skall bifogas lösningen av tentamensuppgiften. Diagram och bilagor kan <b>ej</b> kompletteras med vid senare tillfälle. Det är Ditt ansvar att Du besitter nödvändiga kunskaper och färdigheter. Det material som Du lämnar in för rättning skall vara väl läsligt och förståeligt. Material som inte uppfyller detta kommer att utelämnas vid bedömningen. Betyg 3 30-39p, betyg 4 40-49p, betyg 5 50-60p.		

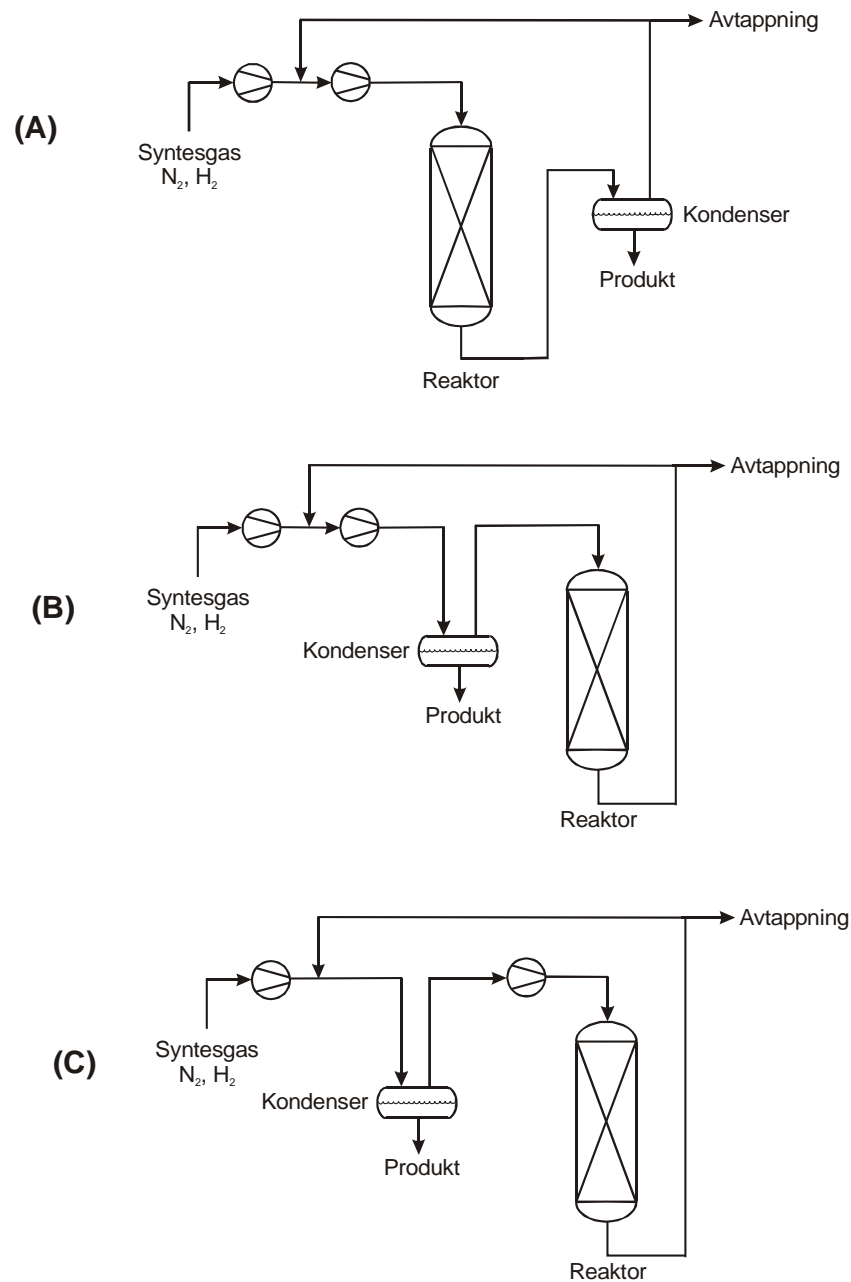
**Uppgift 1.** Ammoniak framställs industriellt med hjälp av en järnbaserad katalysator via följande reaktion:



Reaktorn arbetar vid ett tryck av 200 bar och temperaturer från 380 till 450°C. På grund av termodynamiska begränsningar är omsättningsgraden över reaktorn typisk 20 till 30%. I figurerna nedan visas tre möjliga processer för syntesen av ammoniak. I samtliga fallen separeras ammoniaken från reaktorprodukterna med hjälp av en kondensator. Syntesgasen består till största del av N<sub>2</sub> och H<sub>2</sub> nära det ideala stökiometriska molförhållande på 1:3 men på grund av störningar i processen behöver detta inte alltid vara uppfyllt. Syntesgasen kan också innehålla låga halter av orenheter så som CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>O och H<sub>2</sub>S. Alla dessa orenheter är giftiga för katalysatorn och är därför skadliga för reaktorn. Som tur är kan ammoniakkondensorn också användas för att ta bort mycket, men inte allt, av dessa orenheter från processen. I samtliga av processerna nedan komprimeras syntesgasen i två steg till reaktortrycket. Reaktorn själv bidrar också med ett tryckfall så att den återförda strömmen från reaktorn måste återkomprimeras. Alla processerna innehåller värmeväxlare för att kontrollera temperaturen men dessa är inte utritade in i figurerna.

- Förklara varför samtliga av processerna innehåller en avtappningsström.
- Vilken av orenheterna är lättast att separera ut från processen med hjälp av ammoniakkondensorn?
- Diskutera för och nackdelar med de olika processförslagen med avseende på processekonomi och effektivitet.
- För process (A) består syntesgasen av ett molförhållande på 1.13:3 av N<sub>2</sub>:H<sub>2</sub>. Syntesgasen innehåller också 5% orenheter. Omsättningen över hela processen är 95% och avtappningsströmmen innehåller ingen ammoniak och produktgasen är fri från både N<sub>2</sub> och H<sub>2</sub>. Om avtappningsströmmen innehåller 12mol% orenheter vad blir då koncentrationen av orenheter i produktgasen i mol%?

	Frys punkt (°C) at 1 atm	Kokpunkt (°C) at 1 atm
N <sub>2</sub>	-210	-196
H <sub>2</sub>	-259	-253
NH <sub>3</sub>	-78	-33
CO <sub>2</sub>	-78	-57 (at 5.2 bar)
CO	-205	-192
H <sub>2</sub> O	0	100
H <sub>2</sub> S	-82	-60



(12p)

**Uppgift 2.** Estrifiering av ättiksyra (A) med isobutanol (B) till isobutyl-acetat (E) och vatten (W) sker i vätskefas enligt



och åstadkoms med hjälp av jonbyttakatalysatorpartiklar. Reaktionslösningen består således av små solida partiklar lösta i blandningen av produkter och reaktanter. Hastighetsuttrycket för en viss typ av partiklar ges av:

$$r = k \left[ C_A C_B - \left( C_E C_W / K_{eq} \right) \right] \text{ kmol (kg-katalysator)}^{-1} \text{ h}^{-1}$$

---

Om en ideal satsreaktor används, vad blir då koncentrationen av jonbytta katalysatorpartiklar i kg-katalysator  $\text{m}^{-3}$  om omsättningsgrad av ättiksyra är 50% efter 100 h vid  $60^\circ\text{C}$ ? Startkoncentrationerna av ättiksyra och isobutanol är  $1.5 \text{ kmol m}^{-3}$  och det finns inget vatten eller isobutyl-acetat då reaktionen startar.

DATA:

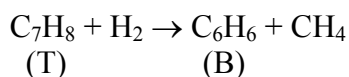
At  $60^\circ\text{C}$ :

$$k = 0.00384 \text{ m}^6 (\text{kg-katalysator})^{-1} \text{ kmol}^{-1} \text{ h}^{-1}$$

$$K_{eq} = 4$$

(8p)

**Uppgift 3.** Vätededalkylering är en reaktion där toluen omvandlas till bensen. Reaktionen kan skrivas:



Reaktionshastigheten för den homogena gasfasreaktionen, i temperaturintervallet  $700$  till  $900^\circ\text{C}$ , beskrivs av följande hastighetsuttryck:

$$r = k C_{\text{H}_2}^{0.5} C_T$$

Det kan antas att reaktionsvärmets värme är  $-53.97 \text{ kJ mol}^{-1}$ , oberoende av temperaturen. Du kan också anta att värmekapaciteten för gasblandningen (toluen, bensen, väte och metan) är  $151 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ , oberoende av temperatur och gassammansättning.

Inloppsströmmen till en ideal tankreaktor innehåller  $1 \text{ mol H}_2$  per mol toluen, och av toluen tillsätts  $1000 \text{ mol h}^{-1}$ . Reaktorn arbetar vid atmosfärstryck och vid en inloppstemperatur av  $850^\circ\text{C}$ . Vilken reaktorvolym krävs för att nå en omsättningsgrad av toluen på 50%, om reaktorn arbetar adiabatiskt?

DATA:

$$k = 1.1 \times 10^9 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \text{ mol}^{-0.5} \text{ m}^{0.5} \text{ s}^{-1}$$

$$E = 213 \text{ kJ mol}^{-1}$$

(8p)

**Uppgift 4.** I en silbottenkolonn utrustad med återkokare och totalcondensor ska en blandning av metanol och etanol destilleras så att ett destillat hållande 85 mol-% metanol och ett bottenuttag hållande 15 mol-% metanol erhålls. Tillflödet, som är kokvarmt, håller 50 mol-% metanol och tillförs kolonnen i ett flöde av  $100 \text{ kmol/h}$ . Man har föreslagit att ett lämpligt återflödesförhållande borde vara 5.0.

- Bestäm erforderligt antal ideala bottnar i kolonnen för separationen!
- På vilken botten ska tillflödet införas optimalt?
- Uppskatta temperaturen på femte botten ovanifrån räknat i kolonnen!
- Hur mycket skulle uppvärmningsbehovet öka (i procent) om det yttre återflödesförhållande ökades till 6.0?

(11p)

Vänd 

---

Jämviktsdiagram för systemet metanol/etanol bifogas.

Givna data:

Uppmätta bubblpunktstemperaturer vid några olika sammansättningar för systemet metanol/etanol.

Temperatur, °C	$x_{\text{Metanol}}$	$y_{\text{Metanol}}$
73.3	0.289	0.408
71.0	0.449	0.583
68.5	0.635	0.751
66.8	0.770	0.855

För en representativ botten i kolonnens avdrivardel gäller följande data.

Tryck	100 kPa
Temperatur	73.2 °C
Densitet, $\rho_L$	744 kg/m <sup>3</sup>
Densitet, $\rho_V$	1.40 kg/m <sup>3</sup>
Viskositet, $\mu_L$	413·10 <sup>-6</sup> Pas
Viskositet, $\mu_V$	7.0·10 <sup>-6</sup> Pas
Diffusivitet, metanol i etanol, $D_L$	5.52·10 <sup>-9</sup> m <sup>2</sup> /s
Diffusivitet, metanol i etanol, $D_V$	1.38·10 <sup>-5</sup> m <sup>2</sup> /s
Ytspänning, $\sigma$	0.019 N/m
Molmassa, gas	40.2 kg/kmol
Molmassa, vätska	41.9 kg/kmol
Bottenavstånd	0.60 m

**Uppgift 5** Komponentbalanser kan representeras med räta linjer i ett jämviktsdiagram för en förångnings-kondensationsprocess!

- Vilka är förutsättningarna för att komponentbalansen kan representeras med en rät linje för en destillationsprocess?
- Hur är driftlinjen riktad i förhållande till jämviktskurvan då partialförångning sker i ett steg?
- Hur är driftlinjen riktad i förhållande till jämviktskurvan då förångning sker i motström?
- Hur är driftlinjen riktad i förhållande till jämviktskurvan då vi har en avdrivarkolonn utrustad med återkokare?

Besvara deluppgifterna b) c) och d) genom de skisser som finns i bilaga 1!  
Glöm inte att bifoga bilagan till tentamen!

(5p)

**Uppgift 6.** Vad menas med ett idealt steg och vilka processer måste ske på ett idealt steg?

(2p)

**Uppgift 7.**

- a) Visa schematiskt i ett diagram temperaturen som funktion av bottennummer för en destillationskolonn, vari ett idealt binärt system separeras!
- b) Visa schematiskt sammansättningsprofilen (molbråk) i vätske- och ångfas för den lättflyktiga komponenten som funktion av bottennummer!

Använd de diagram som finns i bilaga 2! Ange i diagrammen vilken botten som är längst ned respektive högst upp i kolonnen! Glöm inte att bifoga bilagan till tentamen!

(2p)

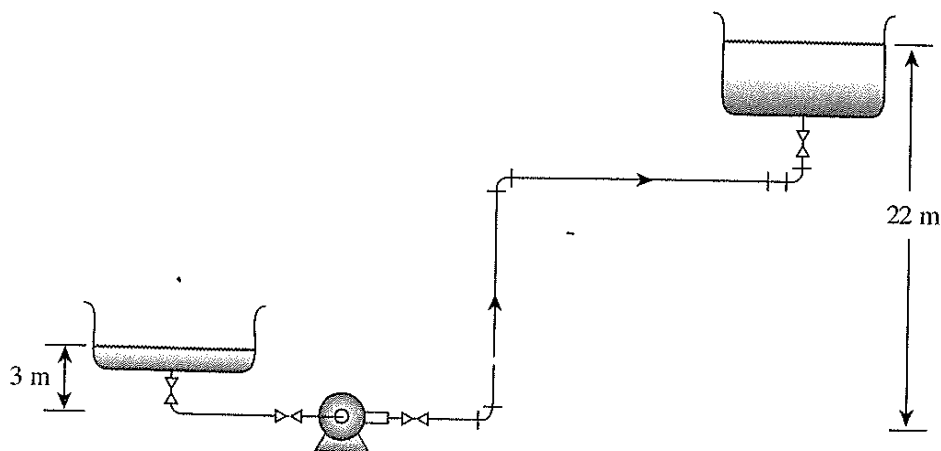
**Uppgift 8.**

Vatten av 20°C skall pumpas genom ett rörsystem enligt nedan med rördiametern 0.06 m. Data för den använda pumpen av centrifugaltyp ges i tabell nedan. Tilloppsledningen är 10 m lång och utloppsledningen är 50 m lång. Ledningen har en friktionsfaktor (Darcys) av 0.02 och varje rörkrök har en engångsmotståndskoefficient av 0.7. Ventilerna är av kägeltyp och är helt öppna med engångsmotståndskoefficienten 7.5. Tankarnas röranslutningar är skarpkantade och utloppet har en engångskoefficient av 0.5.

- Hur stort är flödet genom rörsystemet?

Givna data:

Flöde (m <sup>3</sup> /s)	Uppfordringshöjd (m)	Verkningsgrad (%)
0	36.6	0
10 · 10 <sup>-4</sup>	35.9	19.1
20 · 10 <sup>-4</sup>	34.1	32.9
30 · 10 <sup>-4</sup>	31.2	41.6
40 · 10 <sup>-4</sup>	27.5	42.2
50 · 10 <sup>-4</sup>	23.3	39.7



(6 p)

---

**Uppgift 9.** Temperaturverkningsgraden (effectiveness) för värmeväxlare är en användbar storhet vid design och analys.

- a) Hur definieras den matematiskt och i ord?
- b) Ange två olika beräkningssituationer, där den används! Förklara kortfattat hur!

(6p)

Göteborg 2009-08-13

Krister Ström  
Derek Creaser  
Lennart Elmeroth

---

## Formelblad – Grundläggande kemiteknik

### **Reaktionsteknik**

Omsättningsgraden:

$$X_A = \frac{N_{A_0} - N_A}{N_{A_0}} \quad (\text{satsreaktor})$$

$$X_A = \frac{F_{A_0} - F_A}{F_{A_0}} \quad (\text{kontinuerlig reaktor})$$

Arrhenius ekvation:

$$k = A \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) \quad \text{och} \quad k(T) = k_1(T_1) \exp\left[\frac{E_A}{R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right)\right]$$

### **Energiteknik**

Värmeväxlare:

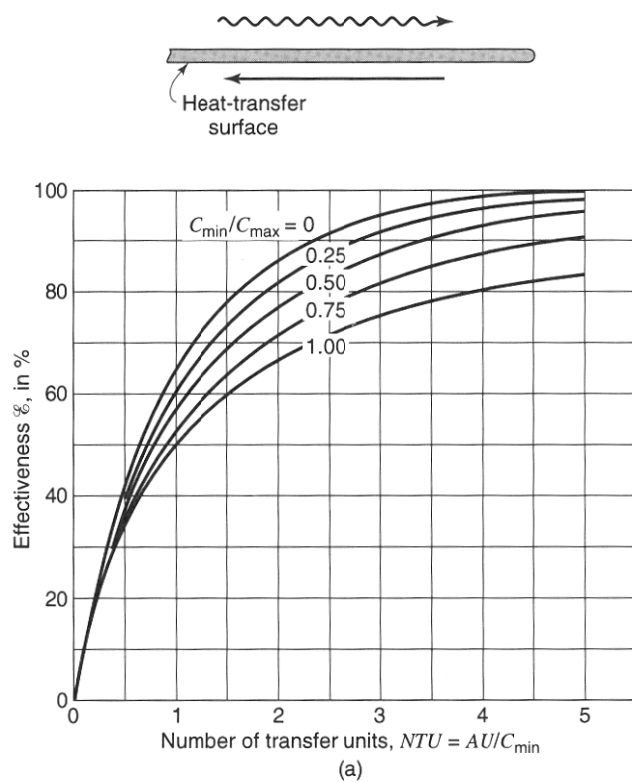
$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

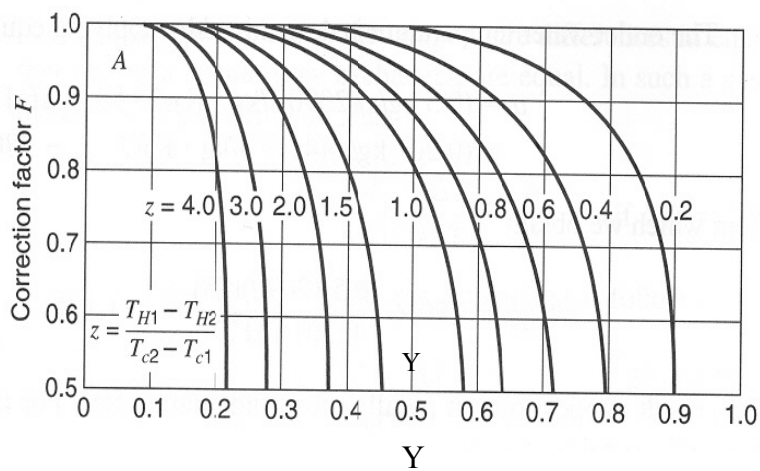
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 + \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 + \frac{C_{\min}}{C_{\max}}} \quad (\text{medström})$$

$$NTU = \frac{UA}{C_{\min}}$$





Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



2,4 stråk  
(pass) på  
tubsidan

$$Y = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{H1} - T_{c1}}$$

Tryckförlust i rörledningar:

$$\Delta p_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{c^2 \rho}{2}$$

$$\Delta p_f = \zeta \frac{c^2 \rho}{2}$$

## Separationsteknik

Antoinies ekvation:

$$\log(P_i^o) = A_i - \frac{B_i}{t + C_i}$$

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

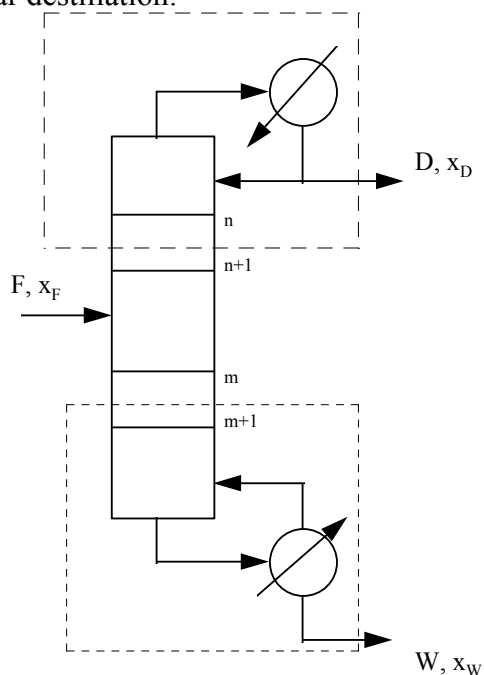
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

Relativ flyktighet: 
$$\alpha_{1,2} = \frac{\frac{y_1}{x_1}}{\frac{y_2}{x_2}}$$

där  $x$  anger vätskefassammansättning  
 $y$  anger ångfassammansättning  
 1 anger lättflyktig komponent  
 2 anger tung komponent

Binär destillation:



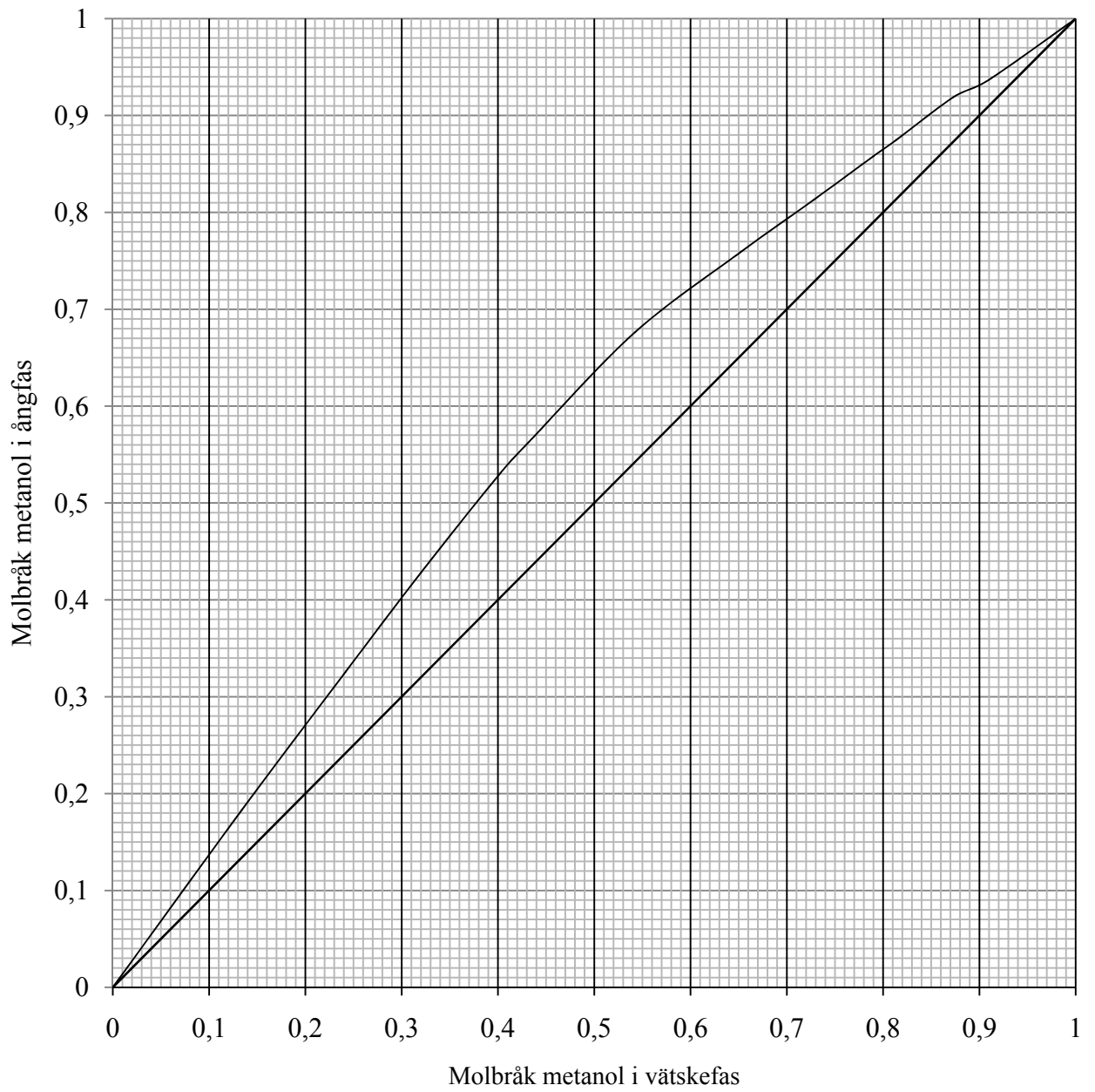
Materialbalanser:

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

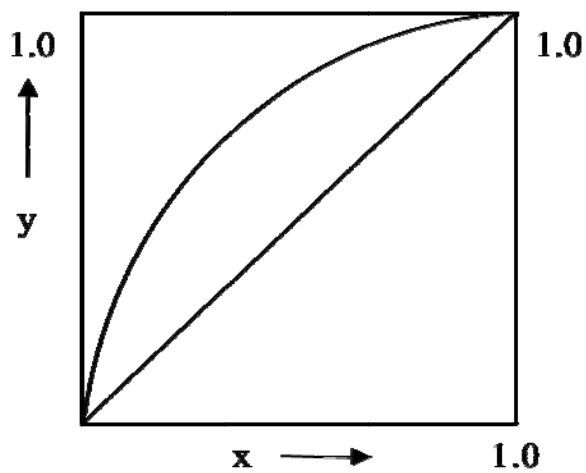
$$Vy_{m+1} = Lx_m - Wx_w$$

q-linje:

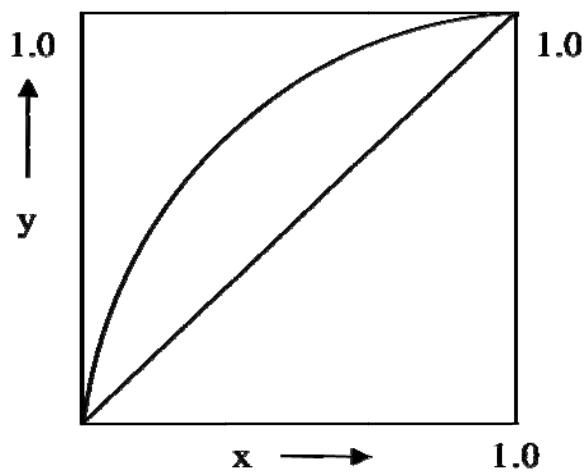
$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q}$$



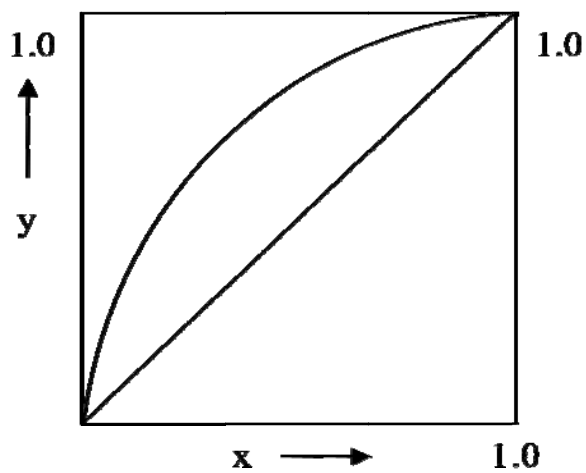
**Bilaga 1**



Deluppgift b



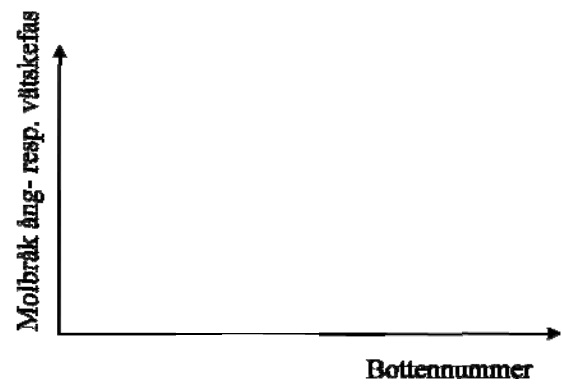
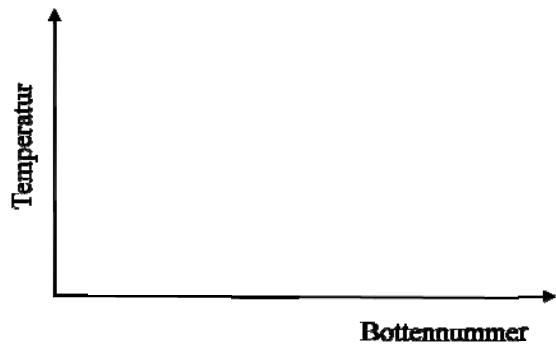
Deluppgift c



Deluppgift d

---

**Bilaga 2**



---

## Uppgift 1

(a)

All of the synthesis loop designs include purge streams for two reasons. First since the make-up gas does not necessarily contain  $N_2$  and  $H_2$  in exactly their stoichiometric ratio then the purge stream is required to remove the excess reactant from the process. In addition, since the condenser cannot remove all of the impurities the purge is also required to remove the remaining impurities.

(b)

The condenser would operate at much higher pressure than 1 atm since the reaction is carried out at around 200 bar. However, based on the boiling points it is clear that water is the least volatile impurity (highest boiling point), even compared to ammonia, and thus it would be the impurity easiest to remove from the process. Whereas, CO is the most volatile impurity and thus it is most difficult to remove from the process.

(c)

Design A:

- condenser is positioned after the reactor, a disadvantage is that no purification of the make-up stream is achieved before the reactor.
- Advantage is that the compressors need only compress the make-up stream and not ammonia as in the other designs.

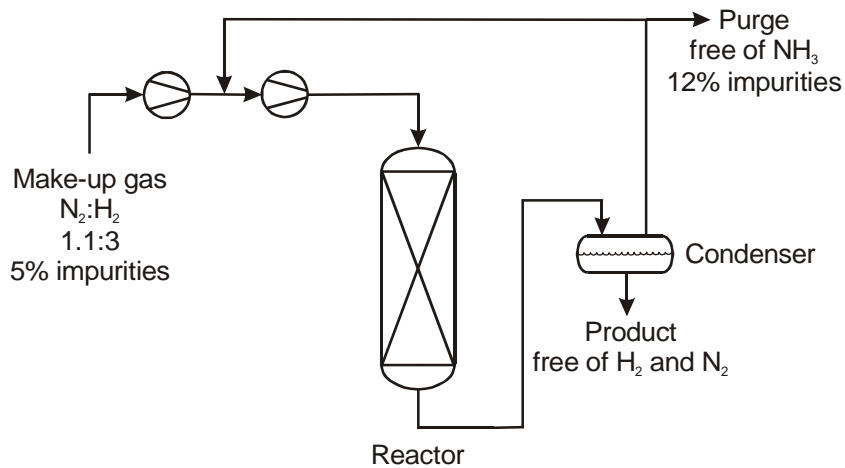
Design B:

- Advantage compared to design A is that since compressor is before the reactor the impurities are removed before the reactor and the reactor feed stream should have a lower concentration of the impurities.
- Disadvantage is that the second compressor will require more energy to compress the ammonia which would have been separated immediately after the reactor as in Design A.
- The condenser would operate at higher pressure than that for Design A and it may be an advantage that as low temperature would not be necessary for the separation.

Design C:

- The condenser is positioned between the compressors with the advantage that the ammonia would not have to be compressed as in Design B, but still the reactor feed stream should have a low concentration of impurities as in Design B.
- Possible disadvantage is that the condenser would operate at lower pressure than that for design B and thus lower temperature would be required for the separation.

(d)



95% conversion over entire synthesis loop  
 $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$

Basis: 100 mol/s of make-up gas

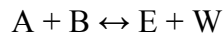
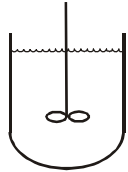
	Make-up gas (mol/s)	Purge (mol/s)	Product (mol/s)
$N_2$	$\frac{100 - 5}{3 + 1.1} \times 1.1$ = 25.49	$F_{N_2} = F_{N_2}^0 - \frac{v_{N_2}}{v_{H_2}} F_{H_2}^0 X_{H_2}$ = 25.49 - $\frac{1}{3}$ 69.51(0.95) = 3.48	0
$H_2$	$\frac{100 - 5}{3 + 1.1} \times 3$ = 69.51	$F_{H_2} = F_{H_2}^0 - F_{H_2}^0 X_{H_2}$ = 69.51 - 69.51(0.95) = 3.48	0
$NH_3$	0	0	$F_{NH_3}$ = $F_{NH_3}^0 - \frac{v_{NH_3}}{v_{H_2}} F_{H_2}^0 X_{H_2}$ = 0 + $\frac{2}{3}$ 69.51(0.95) = 44.02
Impurities	5	0.95 (see below)	5 - 0.95 = 4.05

$$\frac{F_{impurity}^{purge}}{F_{impurity}^{purge} + 3.48 + 348} = 0.12$$

$$F_{impurity}^{purge} = 0.95 \text{ mol/s}$$

$$\text{Mole percent impurity in product} = \frac{4.05}{44.02 + 4.05} * 100\% = 8.4\% \text{ impurities}$$

### Uppgift 2



At  $t = 100$  h,  $X = 0.5$

$$C_{resin} = C_r = ? \text{ kg m}^{-3}$$

$$C_{A0} = C_{B0} = 1.5 \text{ kmol m}^{-3} \text{ and } C_{E0} = C_{W0} = 0$$

Then from stoichiometry:  $C_B = C_A$  and  $C_W = C_E$

Also:

$$N_E = N_{A0} - N_A \text{ and } N_A = N_{A0} - XN_{A0}$$

Since liquid phase reaction, then constant density can be assumed ( $V$  constant):

$$C_E = C_{A0} - C_A \text{ and } C_A = C_{A0}(1 - X) = 0.75 \text{ kmol m}^{-3}$$

Ideal batch reactor mole balance for A:

$$\frac{dN_A}{dt} = -r m_r \text{ (} m_r \text{ is mass of resin)}$$

$$\frac{dC_A}{dt} = -r C_r$$

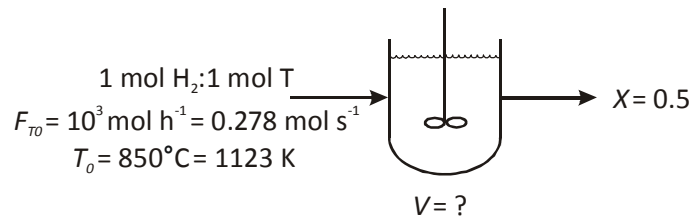
$$\frac{dC_A}{dt} = -k C_r \left( C_A^2 - \frac{(C_{A0} - C_A)^2}{K_{eq}} \right)$$

$$-k C_r dt = \int \frac{K_{eq}}{K_{eq} C_A^2 - (C_{A0} - C_A)^2} dC_A$$

$$C_r = -\frac{1}{kt} \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{K_{eq}}{(1 - K_{eq}) C_A^2 + 2 C_{A0} C_A - C_{A0}^2} dC_A$$

$$C_r = -\frac{1}{kt} \int_{1.5}^{0.75} \frac{4}{3 C_A^2 + 3 C_A - 2.25} dC_A = 1.9 \text{ kg m}^{-3}$$

### Uppgift 3



$$r = k C_{H_2}^{0.5} C_T$$

$$C_T = y_T C_{tot} = \frac{F_T}{F_{tot}} \frac{P}{RT} = \frac{F_{T0} - X F_{T0}}{2 F_{T0}} \frac{P}{RT} = (1 - X) \frac{P}{2RT}$$

Since  $F_{T0} = F_{H_20}$  then  $C_T = C_{H_2}$

Ideal tank reactor mole balance for T:

$$F_{T0} - F_T = -r_T V$$

$$X F_{T0} = k C_{H_2}^{0.5} C_T V$$

$$X F_{T0} = A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) (1 - X)^{1.5} \left(\frac{P}{2RT}\right)^{1.5} V$$

$$V = \frac{X F_{T0}}{A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) (1 - X)^{1.5} \left(\frac{P}{2RT}\right)^{1.5}} \quad (1)$$

...but  $T$  must be obtained from heat balance before  $V$  can be calculated

Adiabatic ideal tank reactor heat balance:



---

$$\sum_i F_{i0} \int_{T_{ref}}^{T_0} c_{Pi} dT - \sum_i F_i \int_{T_{ref}}^T c_{Pi} dT + XF_{T0}(-\Delta H_R) = 0$$

Set  $T_{ref} = T$ :

$$2F_{T0} \int_T^{T_0} c_P dT + XF_{T0}(-\Delta H_R) = 0$$

$$2c_P(T_0 - T) + X(-\Delta H_R) = 0$$

$$T = \frac{X(-\Delta H_R)}{2c_P} + T_0 = 1212 \text{ K}$$

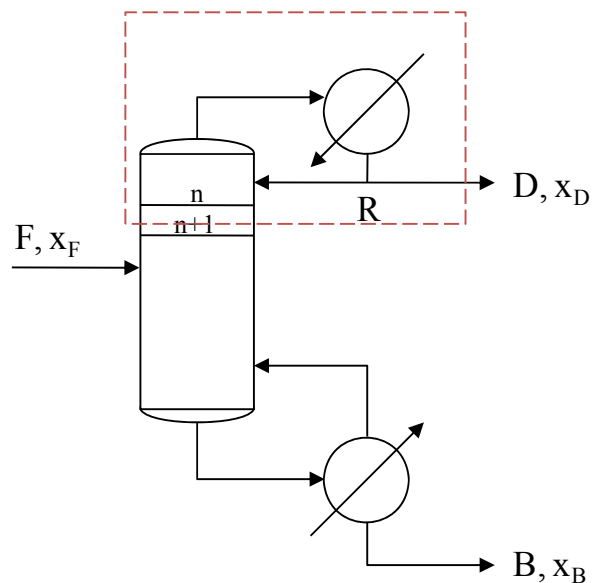
And now from (1)...  $V = 0.763 \text{ m}^3$

#### Uppgift 4.

Data:  $x_D = 0.85$   
 $x_B = 0.15$   
 $x_F = 0.50$   
 $F = 100 \text{ kmol/h}$   
 $R = 5.0$

Sökt: a) Erforderligt antal bottnar för separationen.  
b) Tillflödesbotten.  
c) Temperaturen på femte botten ovanifrån.  
d) Hur mycket ökas uppvärmningsbehovet då återflödesförhållandet ökas till 6.0.

Lösning:



a) Komponentbalans utifrån systemgräns enligt ovan.

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

$$y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D \quad ; \quad y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

Driftlinjen skapas från  $(x_D, x_D)$  på diagonalen till punkten  $(0, \frac{x_D}{R+1})$  på y-axeln, dvs  $(0.85, 0.85); (0, 0.14)$ . q-linjen lodrät pga kokvarmt tillflöde. Nedre driftlinjen skapas från skärningspunkten mellan övre driftlinjen och q-linjen samt punkten  $(x_B, x_B)$  på diagonalen. ”Stegning” ger att det fordras 10 ideala steg fordras dvs återkokare samt 9 ideala bottnar.

b) Avläsning i jämviktsdiagram ger att tillflödesbotten är botten nr 5, dvs tillflödet förs in i fallröret mellan botten 4 och 5.

- c) Avläsning i jämviktsdiagram ger att  $x_{\text{Botten nr 5}}=0.44$ . Utifrån givna jämviktsdata erhålls temperaturen till 71°C.
- d) Erforderligt värme till återkokare.

$Q = \bar{V}\Delta H_{\text{VAP}}$  detta gäller då konstanta molära flöden kan antas.

$$\underbrace{V=\bar{V}}_{\substack{\text{Gäller pga kokvarmt} \\ \text{vätskeformigt tillflöde}}} = D(R+1)$$

$$\frac{Q_{R=6}}{Q_{R=5}} = \frac{D(6+1)\Delta H_{\text{VAP}}}{D(5+1)\Delta H_{\text{VAP}}} = 1.16$$

16% större värmeförbrukning

Svar: a) 9 b) 5 c) 71°C d) 16%

### Uppgift 8

Vi ska beräkna flödet genom rörsystemet. Eftersom vi har volymsflödet och uppfordringshöjd given i tabellen i uppgiften har vi **pumpkurvan** (se fig 10.8-10.9 i kompendiet). Det vi behöver göra för att lösa uppgiften är att räkna ut **systemkurvan** för vårt rörsystem. Där systemkurvan och pumpkurvan skär varandra har vi vår **driftpunkt**, där flödet som vi söker då ges.

Enligt sid 10-11 i kompendiet består systemkurvan av två delar enligt följande:

$$H = H_{\text{stat}} + h_f$$

$H_{\text{stat}}$  är den statiska uppfordringshöjden och är oberoende av volymsflödet.

$h_f$  är förlusthöjden, och utgörs av de förluster som sker i systemet pga friktion, ventiler osv. Den beror kvadratisk på volymsflödet.

Vi använder en generalisering av Bernoullis ekvation för att lösa problemet, nämligen ekv 10-3b:

$$H_{\text{syst}} = (p_2 - p_1)/\rho g + (h_2 - h_1) + (c_2^2 - c_1^2)/2g + h_f$$

Eftersom trycket i punkt 1 och 2 (bassängernas vattenytor) är samma, samt att hastigheten vid dessa ytor antas vara ca samma (och nära noll) blir bara två termer kvar i ekvationen.

Höjderna för bassängytorna är givna så  $h_2 - h_1 = 22 - 3 = 19$  m, så då återstår bara att beräkna  $h_f$ . Enligt sid 10-2 fås:

$$h_f = ((\lambda L c^2)/2dg + (\sum \xi)c^2/2g)$$

Där  $\lambda$  = friktionsfaktor = 0.02,  $L$  = längd på rör = 10+50 m,  $d$  = diameter = 0.06m,  $\xi$  = engångsförluster i systemet = 0.5 (utlopp bassäng 1) + 4\*0.7 (4 rörkrökar) + 4\*7.5 (4 ventiler)+1 (inlopp bassäng 2),  $g$  = gravitationskonst. = 9.82,  $c$  = hastighet i m/s (okänd).  

$$h_f = ((0.02*(10+50)*c^2)/(2*0.06*9.82) + (0.5+4*0.7+4*7.5+1)*c^2/(2*9.82))$$

Vilket ger, om  $V$  (volymsflödet) =  $A*c = \pi d^2/4*c \Rightarrow c = V*4/ \pi d^2$

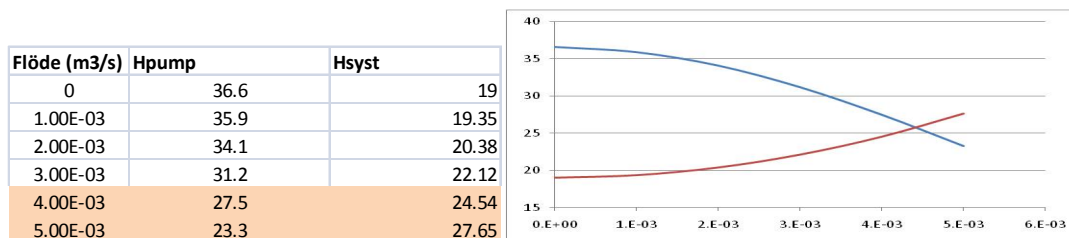
$$h_f = ((0.02/0.06*(10+50) + (0.5+4*0.7+4*7.5+1))*(4/(\pi*0.06^2))^2)/2/9.82*V^2$$

$$h_f = 34.6*10^4*V^2$$

$H_{\text{syst}}$  blir således:

$$H_{\text{syst}} = 19 + 34.6*10^4*V^2$$

Slutligen är det således bara att sätta in flöden i ekvationen ovan och se när  $H_{\text{syst}} = H_{\text{pump}}$



**SVAR:** Enligt tabell och graf ovan blir flödet således ca 44.4E-4 m<sup>3</sup>/s.